

1/5/1 (Item 1 from file: 351)  
DIALOG(R) File 351:Derwent WPI  
(c) 2001 Derwent Info Ltd. All rts. reserv.

003815581  
WPI Acc No: 1983-811826/198345  
XRAM Acc No: C83-109079

Desulphurising and denitrating waste gas - by mixing with ammonia, contacting with active carbon, adding ammonia to part of exhaust gas, then contacting with active carbon once more  
Patent Assignee: SUMITOMO HEAVY IND LTD (SUMH )  
Number of Countries: 001 Number of Patents: 001

Patent Family:

| Patent No   | Kind | Date     | Applicat No | Kind | Date | Week     |
|-------------|------|----------|-------------|------|------|----------|
| JP 58166922 | A    | 19831003 |             |      |      | 198345 B |

Priority Applications (No Type Date): JP 8250124 A 19820330

Patent Details:

| Patent No   | Kind | Lan Pg | Main IPC | Filing Notes |
|-------------|------|--------|----------|--------------|
| JP 58166922 | A    | 8      |          |              |

Abstract (Basic): JP 58166922 A

NH<sub>3</sub> gas is added to waste gas contg. NO<sub>x</sub> and SO<sub>x</sub> before introduction into a first reactor. The resulting gas is introduced into the first reactor, and contacted with active carbon to mainly desulphurise the gas and to secondarily denitrate it, the concn. of SO<sub>x</sub> being reduced to below 300 ppm. Then NH<sub>3</sub> gas is added to one portion of the gas exhausted from the first reactor before introduction into a second reactor. The resulting gas is introduced into the second reactor, and contacted with active carbon to mainly denitrate the gas and to secondarily desulphurise it.

Waste gas at 110-180 deg.C contg. NO<sub>x</sub> and SO<sub>x</sub> is denitrated and desulphurised in the presence of NH<sub>3</sub> to obtain a purified gas contg. no NO<sub>x</sub> and SO<sub>x</sub>.

0/4

Title Terms: DESULPHURISE; DENITRATION; WASTE; GAS; MIX; AMMONIA; CONTACT; ACTIVE; CARBON; ADD; AMMONIA; PART; EXHAUST; GAS; CONTACT; ACTIVE; CARBON ; MORE

Derwent Class: E36; J01

International Patent Class (Additional): B01D-053/34

File Segment: CPI

1/5/2 (Item 1 from file: 347)  
DIALOG(R) File 347:JAPIO  
(c) 2001 JPO & JAPIO. All rts. reserv.

01229522 \*\*Image available\*\*  
DESULFURIZING AND DENITRATING METHOD

PUB. NO.: 58-166922 A]  
PUBLISHED: October 03, 1983 (19831003)  
INVENTOR(s): TANAKA HIROMI  
IWAMURA SEIJI  
APPLICANT(s): SUMITOMO HEAVY IND LTD [000210] (A Japanese Company or Corporation), JP (Japan)  
APPL. NO.: 57-050124 [JP 8250124]  
FILED: March 30, 1982 (19820330)  
INTL CLASS: [3] B01D-053/34  
JAPIO CLASS: 13.1 (INORGANIC CHEMISTRY -- Processing Operations); 32.1 (POLLUTION CONTROL -- Exhaust Disposal)  
JAPIO KEYWORD: R037 (CHEMISTRY -- Exhaust Gas Denitration); R038 (CHEMISTRY -- Exhaust Gas Desulfurization)  
JOURNAL: Section: C, Section No. 202, Vol. 07, No. 289, Pg. 18, December 23, 1983 (19831223)

ABSTRACT

PURPOSE: To desulfurize and denitrate waste gases containing sulfur oxide ( $\text{SO}_{\text{sub }} x$ ) and nitrogen oxide ( $\text{NO}_{\text{sub }} x$ ) by mixing ammonia with said waste gases, and using carbonaceous adsorbents at temperatures in a 110-180c.

CONSTITUTION: The 1st reaction column 1 and the 2nd reaction column 2 consisting of a moving bed system packed with carbonaceous particles such as active carbon are communicated. A by-pass piping is provided to the 2nd column and a piping for injection of ammonia is provided in the inlets of the 1st and the 2nd columns. Waste gases are increased in pressure with a pressure increasing fan 3, whereafter ammonia is injected thereto to  $\text{SO}_{\text{sub }} x/\text{NH}_{\text{sub }} 3=0.3-0.6$ , more preferably 0.4-0.5 with respect to the inlet  $\text{SO}_{\text{sub }} x$ , whereby mainly desulfurization is accomplished in contacting with the active carbon in the 1st reaction column. 800-1,000hr<sup>-1</sup> may be selected for the 1st reaction column because the treatment therein is mainly the desulfurization for which the rate of desulfurization required is relatively low and 600-800hr<sup>-1</sup> may be selected for the 2nd reaction column because the treatment is mainly desulfurization for which a relatively high rate of desulfurization is required.

⑨ 日本国特許庁 (JP)  
⑩ 公開特許公報 (A)

① 特許出願公開  
昭58-166922

⑪ Int. Cl.<sup>5</sup>  
B 01 D 53/34

識別記号 132  
厅内整理番号 7404-4D

⑫ 公開 昭和58年(1983)10月3日  
発明の数 1  
審査請求 未請求

(全 8 頁)

⑬ 脱硫・脱硝方法

⑭ 特 願 昭57-50124  
⑮ 出 願 昭57(1982)3月30日  
⑯ 発 明 者 田中裕実  
東京都千代田区大手町2丁目2  
番1号住友重機械工業株式会社  
内

⑰ 発 明 者 岩村征治  
東京都千代田区大手町2丁目2  
番1号住友重機械工業株式会社  
内  
⑱ 出 願 人 住友重機械工業株式会社  
東京都千代田区大手町2丁目2  
番1号  
⑲ 復 代 理 人 弁理士 月村茂 外1名

明 細 告

1. 発明の名称

脱硫・脱硝方法

2. 特許請求の範囲

1. イオウ酸化物、塩素酸化物を含む温度110～180℃の排ガスにアンモニアガスを混入した後炭素質吸着剤を充てんする逆吸された2層の反応塔へ導いて排ガスの脱硫・脱硝を行なう方法において、アンモニアを混入した副記排ガスを第1反応塔へ導き第1反応塔出口ガスのイオウ酸化物濃度が300 ppm以下になるよう脱硫と付随的に脱硝を行い、次いで該第1反応塔出口ガスの全部又は一部をアンモニアガスの挿入後第2反応塔へ導きとして脱硝を付随的に脱硫を行なうことを特徴とする脱硫・脱硝方法。
2. 第1反応塔出口ガスのイオウ酸化物濃度を250 ppm以下とすることを特徴とする特許請求の範囲第1項記載の方法。
3. 第1反応塔出口ガスへのアンモニア注入量

が次式に基づいて決定されることを特徴とする特許請求の範囲第1項又は第2項記載の方法。

$$[NH_3] = K \cdot ([NOx] \cdot \varphi_{NOx} + [SOx] \cdot \varphi_{SOx})$$

ここで  $[NH_3]$  : 注入  $NH_3$  濃度 [ppm]

$[NOx]$  : 第2反応塔入口イオウ酸化物濃度 [ppm]

$[SOx]$  : 第2反応塔入口イオウ酸化物濃度 [ppm]

$\varphi_{NOx}$  : 第2反応塔の脱硝率 [-]

$\varphi_{SOx}$  : 第2反応塔脱硫率 [-]

$K$  : 定数 ( $K = 0.9 \sim 1.1$ )

3. 発明の詳細な説明

本発明は、イオウ酸化物 ( $SOx$ ) と塩素酸化物 ( $NOx$ ) を含む排ガスにアンモニアを混入し、110～180℃の範囲の温度で炭素質吸着剤を用いて排ガスを脱硫・脱硝する方法の改良に関する。

排ガス中の  $SOx$  と  $NOx$  の両者を除去する方法としては、以下に示すような方法が提案されている。

- 1) 金属酸化物をベースとする触媒を用いて

300℃以上の高温度で接触還元する方法と  
還式脱硫とを組合せた脱硫・脱硝方法。

- 2) 水素質脱硫剤を用いて150℃以下の中低  
温度で同時に脱硫・脱硝せしめる方法(特  
願昭50-28674、特願昭54-127693)。
- 3) 180~250℃の中高温度で同時に脱硫・脱  
硝せしめる方法(特許第918953号)。
- 4) 150℃程度の温度で2段階処理し、前段  
で主として脱硫を行い、後段で主として脱硝  
を行わせしめる方法(特願昭54-13736、特  
願昭55-14235)。

しかしながら、上記いずれの方法も性能面や  
経済面等で問題がある。

例えば、前記1)の方法は高価な触媒を必要と  
する欠点および触反応によるSO<sub>2</sub>のSO<sub>3</sub>への酸  
化とリーケアンモニアがエアヒータ等後段触媒  
内で反応し、アンモニウム塩を生成しエレメント  
毎を明確にさせる欠点、還式脱硫装置が後置  
される複合排水中へ塩素分が混入し、そのまま  
放流されると河川、湖沼および海水の富营养化と

1図および第2図に示すとおりである。

本試験は合成排ガスにより活性炭1kgを充て  
んした固定床式反応塔を用いて行なわれ、ガス  
温度150℃、空間速度(SV)800 hr<sup>-1</sup>にて第  
1図はNO 200 ppmでの結果を反応時間48hr  
における平均除去率として図積分によりまとめ  
たものであり、第2図はSO<sub>2</sub>濃度250 ppmでの  
結果を同様にまとめたものである。

この結果で非常に注目すべきことは、入口  
SO<sub>2</sub>濃度が300 ppm以下では著しく高い脱硝  
率が得られ、また通常の触媒反応とは逆に入口  
NO<sub>x</sub>濃度が低いほど高い脱硝率が得られる現象  
が見い出されたことである。

これは入口SO<sub>2</sub>濃度が低い場合に高い脱硝  
率が長時間持続することによるもので、活性炭  
の活性点がSO<sub>2</sub>に起因する酸濃度または生成物  
により活性される場合が少ないためにによるもの  
と推定される。

さらに活性の低下した活性炭は公知の方法に  
よる加熱再生により100%性能が回復するこ

なることから排水の脱硫処理が必須となる等コ  
ストアップとなる欠点があつた。

2)の方法は注入したアンモニアが共存する  
SO<sub>2</sub>と優先的に反応して硫酸塩となり、実用上  
30~40%程度の低い脱硝率しか得られない欠  
点がある。

又、3)の方法は、80%以上の高い脱硝率を  
得ることが可視であるが、一般的に180~250  
℃の温度は排ガスの処理の面で適切な温度範囲  
とは言えず、例えばこの温度領域で炭素質脱硫  
剤を用いることは酸化による損失が大きく好ま  
しくないばかりか、脱硫特性の低温依存性から  
この温度領域で高い脱硫率を得ようとすれば脱  
硫性能の特に優れた高価な活性炭を用いる必要  
がある等の欠点があつた。

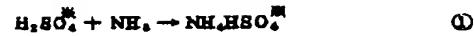
そこで、本発明者らは、脱硫率については満  
足し得るもの低脱硝率しか得られない原因を  
2)の方法について種々検討した結果、低酸化における脱硝率は入口SO<sub>2</sub>濃度およびNO<sub>x</sub>濃度の影  
響を大きく受けることが判明し、その關係は第

とを確結している。

一方、4)の方法は比較的高い脱硝率が得られ  
る方法であるが、特願昭54-13736に開示さ  
れた方法は2段目の反応塔では前段の反応塔出  
口の比較的SO<sub>2</sub>およびNO<sub>x</sub>濃度の高い部分を処  
理することになり、必ずしも前記本発明者らが  
明らかにした脱硫条件を満足することにはなら  
ず、広範囲のガス条件で高い脱硝率を得ようと  
すればさらに第3、第4の反応塔で再処理する  
ことが必要となり、前記脱硫条件を満足させよ  
うとすれば前段のSVおよび/または活性炭の滞  
留時間を著しく低くする必要があり、不経済と  
なる欠点があつた。

また特願昭55-14235に開示された方法は  
2段目入口SO<sub>2</sub>濃度を低くすることを指向して  
いるようと思われるが、その濃度範囲について  
明示がなく、必ずしも300 ppm以下に設定する  
ものではない。また前段におけるアンモニア  
注入は故意にさけている。この方式の問題点は  
前段にアンモニア注入がないことから、前段で

活性炭上に酸素生成した硫酸に吸収



(\*\*は活性炭に吸着された状態を示す。)

されリーグはほとんどないが、低SO<sub>x</sub>下で高い脱硝率を得ようとすれば過剰分の吸収効率が十分期待できます。リーグを生じやすい欠点があり、この点からの制約がある。リーグは二次公害を防止する観点から10 ppm以下、好ましくは5 ppm以下とすることが望ましい。

本発明は、以上の問題点を解決するためになされたもので、特に4)の方法を改良して脱硝・脱硫能力に優れ、かつ経済的にも有利な脱硝・脱硫方法を提供するものである。

即ち、本発明の脱硝・脱硫方法は、イオウ酸化物、塩素酸化物を含む温度110~180℃の排ガスにアンモニアガスを混入した後炭素質吸収剤を充てんする過剰された2基の反応塔へ導いて排ガスの脱硝・脱硫を行う方法について、アンモニアを導入した前記排ガスを第1反応塔

へ導き第1反応塔出口ガスのイオウ酸化物濃度が300 ppm以下になるように脱硫と付随的に脱硝を行い、次いで第1反応塔出口ガスの全部又は一部をアンモニアガスの再注入後第2反応塔へ導き主として脱硫を付随的に脱硝を行うことを特徴とするものである。

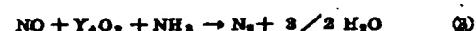
以下、第3圖に示す実験例により詳細に説明すると、活性炭等の炭素質吸収剤を充てんした管内流動方式からなる第1反応塔1及び第2反応塔2を連続させ、第2反応塔にはバイパス配管が設けてあり、第1および第2反応塔入口にはアンモニア注入用の配管が設けられている。排ガスは外圧アンモニアにより昇圧後入口SO<sub>x</sub>に対してもSO<sub>x</sub>/NH<sub>3</sub> = 0.3~0.6好ましくは0.4~0.5となるようアンモニアが注入され、第1反応塔内の活性炭と接触して主に脱硫を行う。

但し、該反応塔出口SO<sub>x</sub>濃度は、附記説明を行つた第1回の結果から300 ppm以下、好ましくは250 ppm以下となるようSV及び活性炭の滞留時間が選ばれる。

通常入口SO<sub>x</sub>濃度が1,000 ppm程度の場合SVは800~1,000 hr<sup>-1</sup>とする。この際付随的脱硝は30%程度行なわれる。ついでこの処理排ガスはアンモニアを再注入後第2反応塔へ導入される。

SVは第1、第2反応塔を合わせた活性炭の所要量を出来るだけ少なくするために、高いSVを測定する必要があるが、第1反応塔は脱硫主体でしかも比較的低い脱硝率で良いことから800~1,000 hr<sup>-1</sup> (常温基準、以下同じ)。第2反応塔は脱硝主体で比較的高い脱硝率が要求されることから600~800 hr<sup>-1</sup>を測定すれば良い。

またアンモニア注入量はその主な反応式は前①、②式および次の③式



に従がうと考えられる。実測では活性炭層のガス入口部では③式、中間部では①式によるもの、出口部ではH<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>が主として認められ、平均的には全体が①式によるものと見なして良い。また通常の排ガス中のNO<sub>x</sub>は大部分NOであり、

NO<sub>x</sub>は少ないとが知られており、脱硝は④式による反応が主体と考えて差しつかえない。

したがつて、アンモニアリータを抑えた場合の許容アンモニア注入量は化学量論的に①式および③式から求められる。アンモニア注入量が過正価より少なければリーカはなくなるが脱硝率の低下があり、逆に多ければ脱硝率は増加するがリーカ量が過剰に上昇する傾向が認められる。実験的には次の④式から過正注入量が求められ、係数Kは通常0.9~1.1に過ぎず共存SO<sub>2</sub>が比較的高い場合は上限に、低い場合は下限に規定する方がリーカが少なくなる傾向がある。

$$[\text{NH}_3] = K \cdot ([\text{NO}_x] \cdot \eta_{\text{NO}_x} + [\text{SO}_2] \cdot \eta_{\text{SO}_2}) \quad ④$$

ここで  $[\text{NH}_3]$  : 注入NH<sub>3</sub>濃度 [ppm体積ベース]

$[\text{NO}_x]$  : 第2段入口NO濃度 [ppm]

$[\text{SO}_2]$  : " SO<sub>2</sub> " [ppm]

$\eta_{\text{NO}_x}$  : 第2段の脱硝率 [%]

$\eta_{\text{SO}_2}$  : " 脱硫率 [%]

K : 定数 (K=0.9~1.1)

第2反応塔では目標の脱硝率となるようSVを

め、経済的かつ高い脱硝率および脱硫率が得られるメリットがある。

なお、それほど高い脱硝率を望まない場合は、第2反応塔に導入する新ガスを一部バイパスさせることにより希望のものを得ることができ、かつ第2反応塔を小さくできるから経済的となる。また脱硫率を所望のものに調整したい場合は副生品回収装置のオフガスを必须量第2の反応塔出口にページし、残りを第1の反応塔の入口ヘリサイクルすれば良い。通常副生品回収率の副生品への転化率は90~91%であり残りは脱硫塔入口ヘリサイクル処理される。

その結果入口SO<sub>2</sub>濃度は3~10%高くなるが、他の方法例えば専用のテールガス処理装置を置く場合に比して合理的であることから本方式が採用されている。また副生品回収装置のオフガスの一部を系外にページすることは脱硫塔入口SO<sub>2</sub>濃度が減少するばかりか、系内で処理すべきSO<sub>2</sub>量が減少するため活性炭等の用材費、設備容量が減少しより経済性が向上す

特開昭58-166922(4)  
より活性炭の滞留時間が選ばれる。通常SVは入口NO<sub>x</sub>濃度が300~300 ppmでは600~800 hr<sup>-1</sup>が選ばれる。この場合脱硝率は65~80%、脱硫率はほぼ100%が得られる。したがつて第1および第2反応塔を合わせた総合効率は75~85%の脱硝率とほぼ100%の脱硫率が得られる。

さらに第1および第2反応塔から排出される活性炭は脱離塔4に導き公知の方法で不活性ガス露露気下で400℃前後で加熱再生し、第1、第2反応塔にそれぞれ送還される。この際回収されるSO<sub>2</sub>露露ガスは副生品回収装置5で液化または単体イオウ等として回収することができる。

以上の説明により理解できるように本発明によれば、粗放および後放における処理の合理的な分担および相乗効果により、広範囲ガス条件に対し、前段、後段の処理条件が比較的自由に選定でき、またこの種のプロセスとしては比較的長いSVと長い活性炭の滞留時間を選択できるた

るメリットがある。

さらにこの方法では通常オフガス中のSO<sub>2</sub>濃度に比しNO<sub>x</sub>濃度が著しく低いため脱硝率に影響を与えて脱硫率のみ調節できるメリットがある。

第4回 (NH<sub>3</sub>添加ライン、副生品回収装置等は省略。) は第2反応塔から排出される活性炭を全量、第1反応塔に供給するようにした場合を示し、この方式でも本発明の目的は達成される。

この場合第1および第2反応塔から排出された活性炭量のバランスによつて、過剰分を脱離塔へバイパスしたり不足分を脱離塔から直接供給するようにしても良い。第2反応塔で処理するSO<sub>2</sub>量は少ないから、抽出される活性炭のSO<sub>2</sub>吸着量は第1反応塔の吸着レベルである100~150 mg/g活性炭に比べておしく少なく通常30 mg/g程度であり、未だ十分なSO<sub>2</sub>吸着余力をもち、これを第1反応塔に供給した場合、第1反応塔における脱硝効率の低

下をまねくが、処理すべき NO<sub>x</sub> 濃度が特に高くないかぎりその低下分は第 2 反応塔でおさなうことができる。

その結果第 2 反応塔での活性炭滞留時間は短くなるが、本方式のシリーズ効率により脱硝塔で処理すべき活性炭の量は大巾に少くなり、第 3 図に示したパラレル方式に比べ活性炭の粉化による損失および脱硝活性に必要な用役費および脱硝装置設備を減少させることができるメリットがある。

以上の実施例は移動床方式で説明したが、一般的には敷地効率のよい直交流方式が適しており、また固定床方式とし多段のユニットを配置して切替る方式としても同じ効果が得られ、あるいは第 1 反応塔を移動床、第 2 塔を固定床の組成方式としても良い。

本発明で用いる炭素質吸着剤には公知の方法で作られる活性炭、半成コーカス、活性チヤーまたはそれらに銅、鉄、バナジウム等の金属酸化物を 1 様以上担持したものが含まれ、第 1 反

応塔内の滞留時間を 4.8 hr (移送量 0.31 m<sup>3</sup>/hr) に設定したところ、出口 NO<sub>x</sub> 濃度 5.9 ppm、 SO<sub>x</sub> 濃度 0 ppm となり脱硝率 73.0%、脱硫率 100% が得られアンモニアリータは 5 ppm となつた。したがつて第 1、2 反応塔を合わせた総合脱硝率は 80.8%、脱硫率は 100% となり、また活性炭移送量は 0.60 m<sup>3</sup>/hr となる。この結果から明らかのように、比較的低い活性炭の滞留時間 (移送量) で非常に卓越した脱硝率及び脱硫率が得られた。

#### 実施例 2

実施例 1 の操作において第 3 の移動床式反応塔から挿出される活性炭を第 1 の移動床式反応塔に供給するようにし、実施例 1 と同一条件で挿ガスを第 1 の反応塔に導入し、活性炭の該反応塔内の滞留時間を 27.0 hr (移送量 0.37 m<sup>3</sup>/hr) に設定したところ出口 SO<sub>x</sub> 濃度は 2.5 ppm、 NO<sub>x</sub> 濃度は 2.5 ppm となり脱硝率 76.5%、脱硫率 14.5% が得られた。この処理済ガスにアンモニアを 4.5 ppm 再混入後 150°C の該

反応塔と第 2 反応塔に充てんするものが異なるつても良い。

なお、図中 6 はダンパーを示す。

次に、実施例により本発明の効果を明らかにする。

#### 実施例 1

1,000 ppm の SO<sub>x</sub> と 300 ppm の NO<sub>x</sub> を含有する石炭燃焼ガスを 10,000 Nm<sup>3</sup>/hr 取り出しアンモニアを 5.0 ppm 備入後、145°C の温度で西独ペルクペルクスフエアペント社製粒状活性炭を 1.0 g (BV 1,000 hr<sup>-1</sup> 相当) 充てんした第 1 の移動床式反応塔に導入した。

活性炭の該反応塔内の滞留時間を 3.7 hr (移送量 0.29 m<sup>3</sup>/hr) に設定したところ脱硝率 76.5%、脱硫率 100% が得られ、出口 SO<sub>x</sub> 濃度は 2.49 ppm、 NO<sub>x</sub> 濃度は 3.19 ppm となつた。更に、この処理済ガスにアンモニアを 4.0 ppm 再混入後 150°C の温度で同一の粒状活性炭 1.49 g (BV 6.70 hr<sup>-1</sup> 相当) を充てんした第 2 の移動床式反応塔に導入した。活性炭の該反

度で第 2 の反応塔に導びいた。活性炭の第 2 の反応塔内の滞留時間を 4.0 hr (移送量 0.37 m<sup>3</sup>/hr) に設定したところ、出口 NO<sub>x</sub> 濃度は 5.9 ppm、 SO<sub>x</sub> 濃度 0 ppm となり脱硝率 77.0%、脱硫率 100% が得られ、アンモニアリータは 6 ppm となつた。

したがつて第 1、2 反応塔を合わせた総合脱硝率は 80.3%、脱硫率は 100% となり、また活性炭移送量は 0.37 m<sup>3</sup>/hr となる。実施例 1 より更に低い活性炭移送量で卓越した脱硝率及び脱硫率が得られた。

#### 実施例 3

石炭燃焼ガスを 145°C の温度で 1.0 g の活性炭を充てんした移動床反応塔に導びき、 SO<sub>x</sub> 濃度と空気速度 (BV) と脱硝率の関係を試験した。この場合、入口 SO<sub>x</sub> 濃度は反応塔出口ガスを入口にリサイクルして調整し、 NO<sub>x</sub> 濃度の不足分は NH<sub>3</sub> を酸化して入口 2.20 ppm となるよう、注入調整した。活性炭の滞留時間は 4.8 hr とし、アンモニア注入量は本文④式で決

められる機度に調整したところ脱硝率について下図に示す結果が得られた。

特開昭58-166922(8)

入口ガス温度145℃で活性炭滞留時間48hrとしたところ下段の結果が得られた。

(以下余白)

第三集

| 80x 濃度 | BV (hr <sup>-1</sup> ) 常温基準 |     |     |       |
|--------|-----------------------------|-----|-----|-------|
| [ppm]  | 600                         | 700 | 800 | 1,000 |
| 10 以下  | 99                          | —   | 77  | —     |
| 250    | 84                          | 69  | 58  | —     |
| 500    | 60                          | —   | 31  | —     |
| 1,050  | 32                          | —   | 25  | 21    |

( 捨中の脱硝率の単位は % である。 )

これより、脱硝率と80x濃度及びSVとの関係が明らかとなり、特に、脱硫・脱硝を行うに際して80x濃度を低くする(300 ppm以下)ほど高い脱硝率が得られることが明らかとなつたことは注目すべきである。

寒 墓 例 4

実験例 3 の装置において、入口ガス条件とアンモニア注入量とアンモニアリーダ量の関係を試験した。

三

(注)  $[NH_3] = 4[NO] + [SO_2] + [SO_3]$  による算出結果

第3表の結果より、注入すべきアンモニア量は理論  $NH_3$  注入量を満足していればよいことが明確となつた。又、テスト点1では  $NH_3$  注入量が多いために  $NH_3$  リーク量も多くなり、テスト点5及び6では、 $BOz$  が全く存在しないため、アンモニアが活性炭に吸着されずアンモニアリーフ量が多かつた。

更に、テスト瓶4はNH<sub>3</sub>リーフ量は満足しえるもの、80%濃度が高いため脱硝率は低かつた。

このように、脱硝・脱硝法における  $80\text{~g}$  濃度や  $\text{NH}_3$  注入量等が脱硝率及び脱硝率へ及ぼす影響は非常に大きく、本発明によつて初めて前記知見に基づいて共に卓越した脱硝率及び脱硝率が得られた。

#### 4. 図面の簡単な説明

第1図は入口SO<sub>2</sub>濃度と平均脱硝率との関係を示し、第3図は入口NO濃度と平均脱硝率との関係を示す。第3図及び第4図は本報発明の実施の結果を示す。

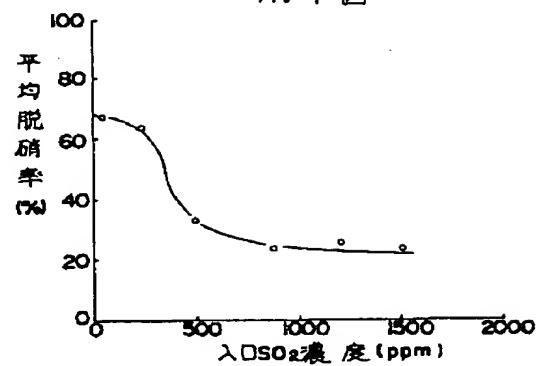
1 … 第 1 反応塔      2 … 第 2 反応塔  
 4 … 脱 硝 酸      6 … 副生品回収装置

特許出願人 住友重機械工業株式会社

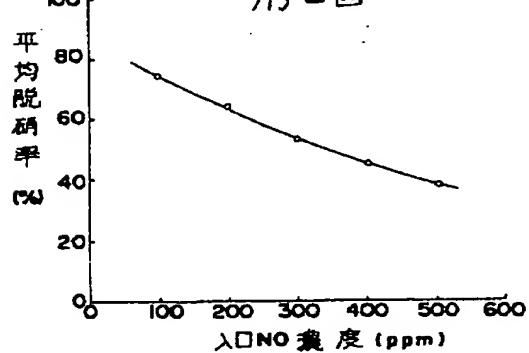
代理人弁護士 月 村

代理人  
弁護士  
月 村  
名

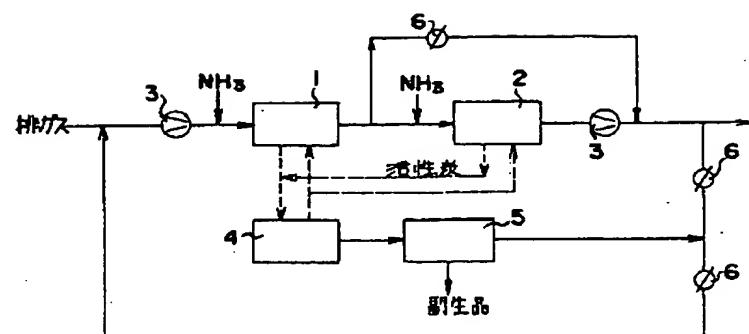
第 1 図



第 2 図



第3回



#### 第4圖

